



TUGAS AKHIR - TF 141581

**OPTIMASI KUALITAS PRODUK KOLOM  
DEPROPANIZER MELALUI PERUBAHAN SET  
POINT KONTROLER PADA LAJU ALIRAN  
REFLUX DAN STEAM REBOILER**

MOUDY AZURA VIANDA  
NRP 2412 100 103

Dosen Pembimbing  
Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

JURUSAN TEKNIK FISIKA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2016



FINAL PROJECT - TF 141581

**OPTIMIZATION OF *DEPROPANIZER* COLUMN  
QUALITY PRODUCT BY CHANGING  
CONTROLLER SET POINTS OF REFLUX AND  
STEAM REBOILER FLOW RATE**

MOUDY AZURA VIANDA  
NRP 2412 100 103

Supervisor  
Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS  
Faculty of Industrial Technology  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2016

## **PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Moudy Azura Vianda

NRP : 2412100103

Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS

dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir saya berjudul Optimasi Kualitas Produk Kolom *Depropanizer* Melalui Perubahan *Set Point* Kontroler Pada Laju Aliran *Reflux* dan *Steam Reboiler* adalah bebas dari plagiasi. Apabila pernyataan ini terbukti tidak benar, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Surabaya, 6 Juni 2016

Yang membuat pernyataan,

Moudy Azura Vianda



## LEMBAR PENGESAHAN

### **OPTIMASI KUALITAS PRODUK KOLOM DEPROPANIZER MELALUI PERUBAHAN *SET POINT* KONTROLER PADA LAJU ALIRAN *REFLUX* DAN *STEAM REBOILER***

#### **TUGAS AKHIR**

Oleh :

Moudy Azura Vianda

NRP : 2412100103

Surabaya, Juni 2016  
Mengetahui/Menyetujui

Pembimbing I



Totok Ruki Biyanto, Ph.D

NIPN. 197107021998021001

Ketua Jurusan

Teknik Fisika FTI-ITS



Agus Muhammad Hatta, S.T., M.Si, Ph.D

NIPN. 197809022003121002

## LEMBAR PENGESAHAN

### **OPTIMASI KUALITAS PRODUK KOLOM DEPROPANIZER MELALUI PERUBAHAN *SET POINT* KONTROLER PADA LAJU ALIRAN *REFLUX* DAN *STEAM REBOILER***

#### **TUGAS AKHIR**



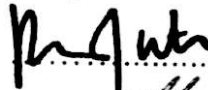

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada

Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol  
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**MOUDY AZURA VIANDA**  
NRP. 2412100103

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D .....  (Pembimbing 1)
2. Dr. Ir. Purwadi Agus Darwito, M.Sc. ....  (Ketua Penguji)
3. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.kes .....  (Penguji 1)
4. Arief Abdurrahman, S.T., M.T. ....  (Penguji 2)

**SURABAYA**  
**JUNI, 2016**

*Halaman ini memang dikosongkan*

**OPTIMASI KUALITAS PRODUK KOLOM  
DEPROPANIZER MELALUI PERUBAHAN SET POINT  
KONTROLER PADA LAJU ALIRAN *REFLUX* DAN  
*STEAM REBOILER***

**Nama Mahasiswa : Moudy Azura Vianda**  
**NRP : 2412 100 103**  
**Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS**  
**Dosen Pembimbing : Totok Ruki Biyanto, Ph.D**

**Abstrak**

Perusahaan dari berbagai bidang industri selalu mencoba untuk menghasilkan produk dengan kualitas yang maksimal, begitu juga pada industri oil and gas. Permintaan konsumen terhadap kualitas produk pun beragam tergantung dari kebutuhan konsumen itu sendiri. Gas alam yang telah didapat harus difraksinasi untuk dijadikan berbagai macam produk olahan minyak. Kolom depropanizer adalah salah satu kolom distilasi yang menghasilkan produk yang kaya propana. Dalam penelitian ini, optimasi dilakukan dan difokuskan untuk mengoptimalkan kualitas produk dari kolom *depropanizer*. Sistem kolom *depropanizer* dimodelkan berdasarkan data desain kemudian dilakukan pengolahan data untuk menentukan *gain plant*. *Gain plant* kemudian dioptimasi menggunakan algoritma ES dan hasilnya adalah perubahan *set point* kontroler pada laju aliran refluks dan steam reboiler. Dari hasil optimasi pada penelitian ini, diperoleh set point laju aliran reflux harus sebesar 25782,17 kg/hr dan pada steam reboiler sebesar 1097572514 kJ/hr untuk mendapatkan 0,95520 dari fraksi propana pada top product dan 0,05500 fraksi propana pada bottom product.

**Kata Kunci: Kolom *depropanizer*, optimasi, ES, laju aliran**



*Halaman ini memang dikosongkan*

**OPTIMIZATION OF DEPROPANIZER COLUMN  
QUALITY PRODUCT BY CHANGING CONTROLLER  
SET POINTS OF REFLUX AND STEAM REBOILER  
FLOW RATE**

***Name*** : ***Moudy Azura Vianda***  
***NRP*** : ***2412 100 103***  
***Department*** : ***Engineering Physics FTI-ITS***  
***Supervisor*** : ***Totok Ruki Biyanto, Ph.D***

**Abstract**

*Companies in various fields of industry are competing to produce optimum products quality, including oil and gas industry. Consumer's demand for product quality also varies depend on the consumer's plant requirements. Explored natural gas will be fractionated to serve a wide range of refined gas products. Depropanizer column is one of the distillation column that produces distillate product that rich in propane. In this study, the optimization is performed and focused to optimize the quality product of depropanizer column. Depropanizer column system is modelled based on the plant design data in order to obtain the plant gains. The plant gains are utilized to predict the optimized the reflux mass flow and reboiler heat rate by using ES algorithm. The optimization results will be represent as set point of mass flow reflux and reboiler heat rate. In this study, in order to obtain 0.95520 and 0.05500 propane fraction in top product and bottom product, the set point of reflux mass flow and reboiler heat rate have to be 25782,17 kg/h and 1097572514 kJ/h.*

***Keywords: depropanizer column, optimization, ES, flow rate***

*Halaman ini memang dikosongkan*

## KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT, karena rahmat dan hikmat-Nya sehingga penulis diberikan kesehatan, kemudahan, dan kelancaran dalam menyusun laporan tugas akhir yang berjudul:

### **“OPTIMASI KUALITAS PRODUK KOLOM *DEPROPANIZER* MELALUI PERUBAHAN *SET POINT* KONTROLER PADA LAJU ALIRAN *REFLUX* DAN *STEAM REBOILER*”**

Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam Program Studi S-1 Teknik Fisika FTI-ITS. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D selaku dosen pembimbing tugas akhir ini, yang selalu memberikan bimbingan dan semangat pada penulis.
2. Agus M. Hatta, S.T., M.Si, Ph.D selaku ketua jurusan Teknik Fisika ITS.
3. Segenap Bapak/Ibu dosen pengajar di jurusan Teknik Fisika - ITS.
4. Ir. Ahmad Alfian Rusdi, M.M. dan Helda Maretha Yasmien selaku orang tua penulis serta segenap keluarga besar penulis yang selalu memberikan doa dan dukungan untuk penulis.
5. Rekan-rekan Teknik Fisika – ITS dan teman-teman seperjuangan TA yang senantiasa memberikan motivasi dan perhatian serta bantuan dalam penyelesaian laporan tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa mungkin masih ada kekurangan dalam laporan ini, sehingga kritik dan saran penulis terima. Semoga laporan ini dapat berguna dan bermanfaat bagi penulis dan pihak yang membacanya.

Surabaya, 6 Juni 2016

Penulis

*Halaman ini memang dikosongkan*

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b> .....	i
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b> .....	iii
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b> .....	v
<b>ABSTRAK</b> .....	vii
<b>ABSTRACT</b> .....	ix
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	xi
<b>DAFTAR ISI</b> .....	xiii
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	xv
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	xvii
<b>DAFTAR NOTASI</b> .....	xix
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Rumusan Masalah .....	3
1.3. Tujuan .....	3
1.4. Lingkup Kerja .....	3
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA</b> .....	5
2.1. Kolom <i>Depropanizer</i> .....	5
2.2. Pendekatan FOPDT ( <i>First Order Plus Dead-Time</i> ) .....	9
2.3. Peng-Robinson <i>Equation of State</i> .....	10
2.4. <i>Evolution Strategies</i> .....	11
<b>BAB III METODOLOGI PENELITIAN</b> .....	15
3.1. Pengumpulan Data Proses dan Konfigurasi Kolom <i>Depropanizer</i> .....	16
3.2. Pemodelan Proses Kolom <i>Depropanizer</i> .....	18
3.3. Validasi Proses Kolom <i>Depropanizer</i> .....	21
3.4. Perhitungan <i>Gain Plant</i> .....	21
3.5. Perancangan Optimasi dengan Algoritma ES .....	22

3.6. Pengujian Performansi Kolom <i>Depropanizer</i> Setelah Optimasi.....	23
<b>BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN .....</b>	<b>25</b>
4.1. Pemodelan dan Validasi Proses Kolom <i>Depropanizer</i> .....	25
4.2. Perhitungan <i>Gain Plant</i> .....	26
4.2. Perancangan dan Pengujian Optimasi .....	29
<b>BAB V PENUTUP .....</b>	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
5.1. Kesimpulan .....	33
5.2. Saran.....	33
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>35</b>
<b>LAMPIRAN.....</b>	<b>37</b>

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2.1.</b> Bagian-bagian kolom distilasi .....	5
<b>Gambar 2.2.</b> Kesetimbangan massa pada kondenser dan <i>reflux drum</i> .....	7
<b>Gambar 2.3.</b> Kesetimbangan massa pada <i>reboiler</i> dan <i>base</i> kolom.....	7
<b>Gambar 2.4.</b> Kondisi di dalam kolom distilasi .....	9
<b>Gambar 2.5.</b> <i>Time constant</i> dan <i>dead time</i> sistem .....	10
<b>Gambar 3.1.</b> Diagram alir penelitian.....	15
<b>Gambar 3.2.</b> Simulasi kolom <i>depropanizer</i> saat kondisi <i>steady state</i> .....	18
<b>Gambar 3.3.</b> Simulasi proses kolom <i>depropanizer</i> saat kondisi dinamik beserta kontrolernya.....	20
<b>Gambar 3.4</b> Blok diagram kontrol tertutup.....	21
<b>Gambar 3.5.</b> Blok diagram <i>plant</i> MIMO.....	22
<b>Gambar 3.6.</b> Blok diagram <i>gain plant</i> kolom <i>depropanizer</i> .....	23
<b>Gambar 4.1.</b> Respon <i>top product</i> saat <i>flow reflux</i> ditambah 1%.....	26
<b>Gambar 4.2.</b> Respon <i>bottom product</i> saat <i>flow reflux</i> ditambah 1%.....	27
<b>Gambar 4.3.</b> Respon <i>top product</i> saat <i>steam reboiler</i> ditambah 1%.....	27
<b>Gambar 4.4.</b> Respon <i>bottom product</i> saat <i>steam reboiler</i> ditambah 1% .....	28
<b>Gambar 4.5.</b> Perubahan nilai $X_D$ setelah dilakukan optimasi.....	30
<b>Gambar 4.6.</b> Perubahan nilai $X_B$ setelah dilakukan optimasi .....	30



*Halaman ini memang dikosongkan*

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 3.1.</b> Parameter dan data aliran <i>feed</i> kolom <i>depropanizer</i> .	16
<b>Tabel 3.2.</b> Data spesifikasi <i>depropanizer column</i> .....	17
<b>Tabel 3.3.</b> Data spesifikasi <i>depropanizer column reboiler</i> .....	17
<b>Tabel 3.4.</b> Data spesifikasi <i>depropanizer condenser</i> .....	17
<b>Tabel 3.5.</b> Data spesifikasi <i>depropanizer reflux drum</i> .....	18
<b>Tabel 3.6.</b> Data <i>stream</i> kolom <i>depropanizer</i> .....	19
<b>Tabel 3.7.</b> Rincian kontrol yang terpasang pada kolom <i>depropanizer</i> .....	20
<b>Tabel 4.1.</b> Keseimbangan Massa Energi Kolom <i>Depropanizer</i> dan Komponennya .....	25
<b>Tabel 4.2.</b> Pengaruh perubahan $F_R$ dan $Q_R$ terhadap variabel.....	26
<b>Tabel 4.3.</b> Perbandingan nilai sebelum dan sesudah optimasi....	29
<b>Tabel A.1.</b> Validasi data aliran <i>feed</i> .....	37
<b>Tabel A.2.</b> Validasi data aliran <i>top product</i> .....	38
<b>Tabel A.3.</b> Validasi data aliran <i>bottom product</i> .....	39

*Halaman ini memang dikosongkan*

## DAFTAR NOTASI

$F$	= laju aliran <i>feed</i> (kgmole/hr)
$D$	= laju aliran distilat (kgmole/hr)
$B$	= laju aliran <i>bottom product</i> (kgmole/hr)
$X_F$	= fraksi <i>feed</i>
$X_D$	= fraksi distilat
$X_B$	= fraksi <i>bottom product</i>
$V_T$	= laju aliran <i>vapour</i> keluaran <i>top stage</i> kolom (kgmole/hr)
$L$	= laju aliran <i>reflux</i> (kgmole/hr)
$h_{V_T}$	= entalpi pada <i>vapour</i> keluaran <i>top stage</i> kolom (kJmole/hr)
$h_D$	= entalpi pada distilat (kJmole/hr)
$h_L$	= entalpi pada <i>reflux</i> (kJmole/hr)
$Q_c$	= <i>heat flow</i> kondenser (kJ/hr)
$L_B$	= laju aliran keluaran <i>bottom stage</i> kolom (kgmole/jam)
$V_{RB}$	= laju aliran <i>steam reboiler</i> (kgmole/jam)
$X_{LB}$	= fraksi keluaran <i>bottom stage</i> kolom
$X_{V_{RB}}$	= fraksi <i>steam reboiler</i>
$h_{LB}$	= entalpi keluaran <i>bottom stage</i> kolom (kJmole/hr)
$h_{RB}$	= entalpi <i>steam reboiler</i> (kJmole/jam)
$h_B$	= entalpi <i>bottom product</i> (kJmole/jam)
$Q_B$	= <i>heat flow</i> pada <i>reboiler</i> . (kJ/jam)
$G(s)$	= Fungsi transfer FOPDT
$K$	= <i>gain</i>
$\theta$	= <i>dead time</i>
$\tau$	= <i>time constant</i>
$\rho$	= induk pada ES
$\lambda$	= keturunan pada ES
$\mu$	= populasi pada ES
$x$	= gen string pada ES

$\sigma$  = kromosom pada ES

$P$  = tekanan (mutlak) (P)

$V$  = volume ( $\text{m}^3$ )

$V_m = \frac{V}{n}$ , volume molar, volume dari 1 mole gas atau cair ( $\text{m}^3/\text{mol}$ )

$n$  = jumlah mole pada zat (mol)

$T$  = temperatur mutlak (K)

$R$  = gas konstan ideal (8,3144621 J/molK)

$P_c$  = tekanan pada titik kritis (P)

$T_c$  = temperatur mutlak pada titik kritis (K)

$\omega$  = faktor acentric dari zat.

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1. Latar Belakang**

Perusahaan dari berbagai bidang industri selalu mencoba untuk menghasilkan produk dengan kualitas yang maksimal, begitu juga pada industri *oil and gas*. Gas alam yang telah didapat harus difraksinasi untuk dijadikan berbagai macam produk olahan minyak. Permintaan konsumen terhadap kualitas produk pun beragam tergantung dari kebutuhan konsumen itu sendiri. Kolom *Depropanizer* merupakan salah satu kolom distilasi yang digunakan untuk memisah propana dari campuran yang mengandung butana dan komponen lainnya. Masukan kolom *depropanizer* merupakan *bottom product* dari *deethanizer*. *Depropanizer* memfraksinasi *feed* menjadi produk yang kaya propana dan *bottom product* yang kaya akan butana. Keluaran atas dari kolom *depropanizer* kaya akan *propane* dan dikondensasikan dalam kondensor oleh udara pendingin, kemudian kondensat dikumpulkan di *reflux drum*. Sebagian kondensat dikirim kembali ke kolom sedangkan sebagian lainnya yang tersisa ditarik sebagai produk propana cair. *Bottom product* dari kolom *depropanizer* kemudian dikirim ke *debuthanizer* (Jaya & Kolmetz, 2013).

Distilasi adalah operasi pemisahan yang paling banyak digunakan di industri dengan konsumsi energi sekitar 25-40%. Kolom distilasi mengkonsumsi banyak energi untuk mengubah campuran fluida dengan fase cair ke uap dan mengubah uap kembali menjadi cair pada kondensor (Enweremadu, 2012). Perubahan fase terjadi dikarenakan *steam reboiler* yang berperan penting untuk memasok panas dimasukkan ke kolom distilasi. Hal ini menunjukkan bahwa temperatur dari kolom distilasi mempengaruhi efisiensi energi kolom distilasi. Dalam bukunya, Lanny Robbins menyatakan bahwa pengendalian temperatur dapat menggunakan beberapa cara salah satunya dengan menggunakan laju aliran *boilup* (*steam flow rate*) (Robbins, 2011)

yang merupakan jumlah uap dari *reboiler* yang dimasukkan kembali ke dalam kolom.

Menurut Jan Ulrich, bila laju aliran *reflux* terlalu besar, maka akan mengakibatkan hilangnya efek pemisahan zat (Ulrich, 2002). Hal ini terjadi apabila laju aliran *reflux* terlampaui tinggi sedangkan aliran dari *steam reboiler* tetap karena *steam reboiler* merupakan komponen penting dalam perubahan fasa fluida dari cair menjadi gas. Jika pasokan panas lebih sedikit daripada fluida yang harus dipanaskan maka fluida yang berubah fasa menjadi uap juga akan sedikit. Hal ini berpengaruh pada komposisi *top product* yang juga berkurang. Maka dengan merubah *set point* laju aliran *reflux*, komposisi dari *top product* dapat dikendalikan dan sesuai dengan standar penjualan. Selain itu Sunil Patil dan Viral Desai juga mengutarakan dalam penelitiannya bahwa kemurnian *top product* dan *bottom product* dikendalikan oleh laju aliran *reflux* dan *steam reboiler* (Patil & Desai, 2009). Sehingga untuk mendapatkan komposisi *top product* dan *bottom product* yang maksimal dapat dilakukan dengan merubah *set point* dari laju aliran *reflux* dan *steam reboiler*.

Terdapat berbagai metode dalam optimasi salah satunya yaitu menggunakan *evolutionary algorithm*. *Evolutionary algorithm* merupakan algoritma yang terinspirasi dari proses evolusi alam dimana organisme merupakan solusi dari masalah yang diberikan oleh lingkungan (Runarsson, 2000). *Evolutionary algorithm* yang paling umum digunakan untuk optimasi yaitu *genetic algorithm* (GA) (Holland, 1992), *evolutionary programming* (EP) (Fogel, 1995), dan *evolutionary strategies* (ES) (Rechenberg, 1994). ES menggunakan vektor (populasi) dari solusi untuk permasalahan minimisasi. ES menerapkan proses berulang dari variasi stokastik yang diikuti oleh seleksi di setiap generasi (atau iterasi). Kemampuan berevolusi (bermutasi) dari keturunan baru (atau kandidat solusi) yang dihasilkan dari induk mereka (solusi yang telah terpilih sebelumnya) dievaluasi kemudian keturunan yang lebih baik dipilih untuk menjadi induk untuk generasi berikutnya.

Dalam tugas akhir ini akan dilakukan optimasi kolom distilasi melalui perubahan *set point* laju aliran *reflux* dan *steam reboiler*.

Pendekatan pada sistem ini menggunakan *gain process* pada *first order plus delay time* (FOPDT). Nilai *set point* dari laju aliran *reflux* dan *steam reboiler* ditentukan dengan menggunakan ES. Hasil dari optimasi diharapkan dapat meningkatkan *top product* kolom *depropanizer*.

## 1.2. Rumusan Masalah

Untuk mendapatkan komposisi *top product* dan *bottom product* optimal dibutuhkan perubahan nilai *set point* pada laju aliran *reflux* dan *steam reboiler*. Maka dari itu didapat rumusan masalah yakni bagaimana menentukan nilai *set point* pada laju aliran *reflux* dan *steam reboiler* dengan menggunakan *gain* pada fungsi transfer.

## 1.3. Tujuan

Tujuan dari tugas akhir ini yaitu:

- Menentukan nilai *set point* pada laju aliran *reflux* dan *steam reboiler* menggunakan *gain* pada fungsi transfer
- Menganalisa dampak penerapan perubahan *set point* pada laju aliran *reflux* dan *steam reboiler*

## 1.4. Lingkup Kerja

Hal-hal yang dilakukan dalam penelitian ini meliputi:

- Mensimulasikan sistem kolom *depropanizer* menggunakan HYSYS
- *Set point* pada laju aliran *reflux* dan *steam reboiler* dioptimasi dengan menggunakan metode ES
- Variabel dikendalikan adalah komposisi produk atas ( $X_D$ ) dan produk bawah ( $X_B$ ) dengan memanipulasi laju aliran *reflux* ( $F_R$ ) dan laju aliran *steam reboiler* ( $Q_R$ ).

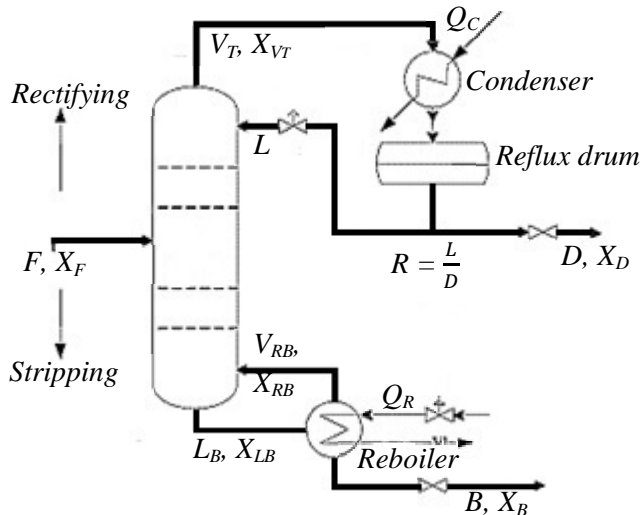


*Halaman ini memang dikosongkan*

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### 2.1. Kolom *Depropanizer*

Kolom *Depropanizer* adalah kolom distilasi yang berfungsi untuk memisahkan *propane* dari fraksi berat lainnya berdasarkan volatilitas zat. Fluida cair yang akan diproses dikenal sebagai *feed* dan dimasukkan ke nampan (*tray*) yang dinamakan *feed tray*. *Feed tray* membagi kolom menjadi bagian atas (*rectifying*) dan bagian bawah (*stripping*). Berikut merupakan gambaran sederhana dari kolom distilasi.



**Gambar 2.1.** Bagian-bagian kolom distilasi (Biyanto, 2010)

Kesetimbangan massa dari kolom distilasi adalah sebagai berikut (Biyanto, 2007):

$$F = D + B \quad 2.1.$$

dimana:

$F$  = laju aliran *feed* (kgmole/hr)

$D$  = laju aliran distilat (kgmole/hr)

$B$  = laju aliran *bottom product* (kgmole/hr)

dengan kesetimbangan massa komponen kolom distilasi sebagai berikut:

$$FX_F = DX_D + BX_B \quad 2.2.$$

dimana:

$X_F$  = fraksi *feed*

$X_D$  = fraksi distilat

$X_B$  = fraksi *bottom product*

Sedangkan kesetimbangan massa total pada kondensor dan reflux dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$\frac{dM_D}{dt} = V_T - L - D \quad 2.3.$$

dimana:

$V_T$  = laju aliran *vapour* keluaran *top stage* kolom (kgmole/hr)

$L$  = laju aliran *reflux* (kgmole/hr)

Dan kesetimbangan massa komponen pada kondenser dirumuskan sebagai berikut:

$$\frac{d(M_D X_D)}{dt} = V_T X_{V_T} - (L + D) X_D \quad 2.4.$$

dimana  $X_{V_T}$  merupakan fraksi dari *vapour* keluaran kolom distilasi.

Sehingga kesetimbangan massa energi pada kondenser dapat ditulis dengan rumus sebagai berikut:

$$\frac{d(M_D h_D)}{dt} = V_T h_{V_T} - L h_L - D h_D + Q_C \quad 2.5.$$

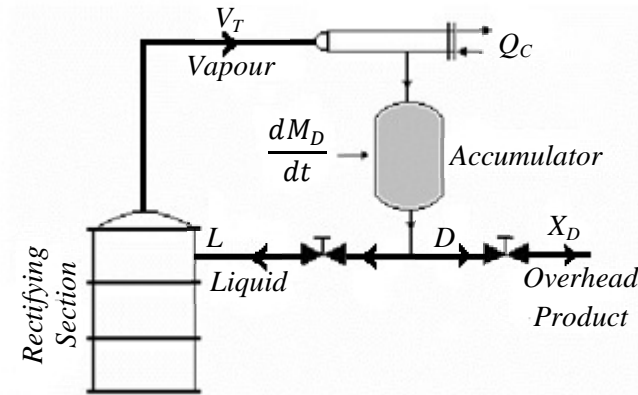
dimana:

$h_{V_T}$  = entalpi pada *vapour* keluaran *top stage* kolom (kJmole/hr)

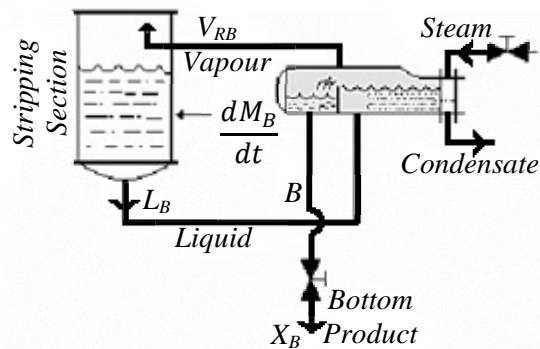
$h_D$  = entalpi pada distilat (kJmole/hr)

$h_L$  = entalpi pada *reflux* (kJmole/hr)

$Q_C$  = *heat flow* kondenser (kJ/hr)



**Gambar 2.2.** Kestimbangan massa pada kondenser dan *reflux drum* (Biyanto, 2007)



**Gambar 2.3.** Kestimbangan massa pada *reboiler* dan *base* kolom (Biyanto, 2007)

Untuk kestimbangan massa total pada *reboiler* dan *base* kolom dapat dituliskan dengan rumus sebagai berikut:

$$\frac{dM_B}{dt} = L_B - V_{RB} - B \quad 2.6.$$

dimana:

$L_B$  = laju aliran keluaran *bottom stage* kolom (kgmole/jam)

$V_{RB}$  = laju aliran *steam reboiler* (kgmole/jam)

dengan kesetimbangan massa komponen sebagai berikut:

$$\frac{d(M_B X_B)}{dt} = L_B X_{LB} - V_{RB} X_{V_{RB}} - B X_B \quad 2.7.$$

dimana:

$X_{LB}$  = fraksi keluaran *bottom stage* kolom

$X_{V_{RB}}$  = fraksi *steam reboiler*

dan kesetimbangan massa energi pada *reboiler* dan *base* kolom dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$\frac{d(M_B h_B)}{dt} = L_B h_{LB} - V_{RB} h_{V_{RB}} - B h_B + Q_B \quad 2.8.$$

dimana:

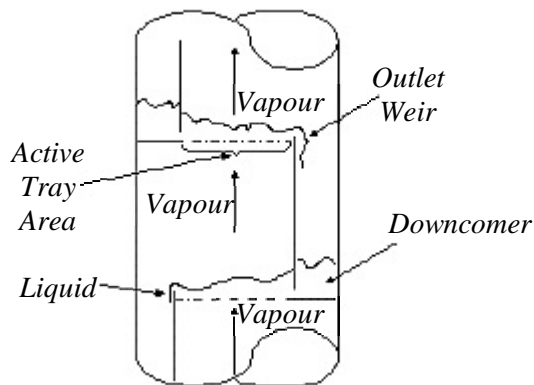
$h_{LB}$  = entalpi keluaran *bottom stage* kolom (kJmole/hr)

$h_{RB}$  = entalpi *steam reboiler* (kJmole/jam)

$h_B$  = entalpi *bottom product* (kJmole/jam)

$Q_B$  = *heat flow* pada *reboiler*. (kJ/jam)

Di dalam kolom distilasi terdapat beberapa nampan (*trays*). Setiap *tray* memiliki 2 saluran di masing-masing sisinya yang disebut dengan *downcomers*. Fluida cair jatuh melalui *downcomers* dari satu *tray* ke *tray* lainnya (RWTUV, 2005). *Tray* dirancang untuk memaksimalkan kontak antara fase gas dan cair dengan mempertimbangkan distribusi cairan dan distribusi uap. Hal ini dikarenakan bila kontak antara fase gas dan cair lebih maksimal maka akan lebih baik pemisahan yang terjadi pada setiap *tray*. Kondisi dalam kolom distilasi dapat dilihat pada Gambar 2.4 di bawah ini.



**Gambar 2.4.** Kondisi di dalam kolom distilasi (RWTUV, 2005)

Tray pada kolom distilasi memiliki banyak lubang yang berfungsi untuk lajur aliran uap. Uap mengalir ke atas kolom dan dipaksa untuk melewati cairan melalui bukaan pada setiap tray. Saat uap panas melewati cairan dari tray satu ke tray lainnya, uap tersebut mentransfer panas ke cairan sehingga sebagian uap terkondensasi dan menambah cairan pada tray. Sisa uap lainnya kemudian keluar melalui atas kolom dan didinginkan oleh *condenser*. Sebagian cairan ini dimasukkan kembali ke atas kolom dan disebut *refluks*. Sedangkan sebagian lainnya dikeluarkan dari sistem dan disebut sebagai *distillate* atau *top product*. Panas dipasok ke *reboiler* untuk menghasilkan uap. Uap pada *reboiler* tersebut kembali dimasukkan ke dalam unit melalui bagian bawah kolom. Cairan keluaran dari *reboiler* dikenal sebagai *bottom product* (RWTUV, 2005).

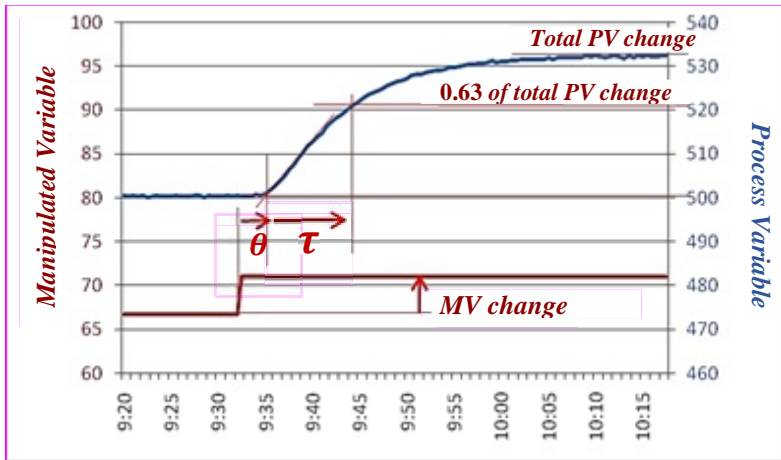
## 2.2. Pendekatan FOPDT (*First Order Plus Dead-Time*)

Sistem dinamik dari proses industri dapat dimodelkan dengan fungsi transfer FOPDT (*first order plus dead time*) sebagai berikut:

$$G(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1}$$

2.9.

dimana  $K$  merupakan *gain*,  $\tau$  (*time constant*) adalah waktu yang dibutuhkan oleh proses variabel untuk mencapai 63,2 % dari perubahan total akhir. Sedangkan  $\theta$  (*dead time*) adalah perbedaan waktu dari respon *output controller* yang berupa sinyal step dan respon proses variabel. Gambaran lebih jelas dari *time constant* dan *delay time* dapat dilihat pada gambar berikut.



**Gambar 2.5.** *Time constant dan dead time*

### 2.3. Peng-Robinson Equation of State

*Equation of state* (persamaan keadaan) adalah persamaan termodinamika yang menggambarkan keadaan materi di bawah keadaan fisik yang ada. Persamaan ini merupakan persamaan konstitutif yang menyediakan hubungan matematis antara dua atau lebih fungsi keadaan terkait dengan zat atau unsur, seperti suhu, tekanan, volume, atau energi internal. Persamaan keadaan berguna untuk mengkorelasikan kepadatan gas dan cairan dengan suhu dan tekanan.

Terdapat beberapa macam *equation of state* salah satunya yaitu Persamaan Peng-Robinson yang ditemukan pada tahun 1976 untuk menyempurnakan persamaan sebelumnya di *University of Alberta* oleh Ding-Yu Peng dan Donald Robinson (Peng &

Robinson, 1976). Peng-Robinson *equation of state* dinyatakan dalam rumus di bawah ini.

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \quad 2.10.$$

$$a = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad 2.11.$$

$$b = 0,07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad 2.12.$$

$$k = 0,37464 + 1,5422\omega - 0,26922\omega^2 \quad 2.13.$$

$$\alpha = (1 + k(1 - T_r^{0,5}))^2$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad 2.14.$$

dimana:

$P$  = tekanan (mutlak) (P)

$V$  = volume ( $m^3$ )

$V_m = \frac{V}{n}$ , volume molar, volume dari 1 mole gas atau cair ( $m^3/mol$ )

$n$  = jumlah mole pada zat (mol)

$T$  = temperatur mutlak (K)

$R$  = gas konstan ideal (8,3144621 J/molK)

$P_c$  = tekanan pada titik kritis (P)

$T_c$  = temperatur mutlak pada titik kritis (K)

$\omega$  = faktor acentric dari zat.

## 2.4. Evolution Strategies

*Evolution strategies* (ES) merupakan salah satu metode optimasi yang paling umum digunakan dari *evolutionary algorithms* (algoritma evolusioner) (Runarsson, 2000). ES berorientasi pada prinsip biologi dari evolusi (Kramer, 2011). Tiga mekanisme utama dari algoritma evolusioner yaitu inisialisasi, mutasi, dan seleksi. Inisialisasi adalah pembangkitan populasi ( $\mu$ ). Sedangkan mutasi merupakan perubahan acak pada kandidat solusi sebelumnya. Kualitas dari tiap individu untuk memecahkan masalah optimasi disebut dengan *fitness*. *Fitness* dari generasi solusi yang baru kemudian dievaluasi dengan fungsi *fitness*,  $f(x)$ . Semua individu dari suatu generasi kemudian



dikategorikan dalam populasi keturunan,  $\lambda$ . Kemudian individu-individu tersebut dipilih dan menjadi  $\rho$  populasi dari generasi selanjutnya (Kramer, 2014).

ES dan *Genetic Algorithm* (GA) sebenarnya serupa. Namun berbeda dengan GA yang menggunakan *crossover* sebagai operator reproduksi utama dan mutasi sebagai operator penunjang, ES lebih bertumpu pada operator mutasi. Mekanisme *self-adaption* digunakan untuk mengontrol perubahan nilai parameter pencarian. Perbedaan lainnya yaitu mutasi pada GA digunakan untuk menghasilkan keturunan (*offspring*) sebagai tambahan pada *offspring* yang diproduksi oleh operator *crossover*. Karena ES lebih mengandalkan operator mutasi, maka proses rekombinasi tidak selalu digunakan (Mahmudy, 2013).

Terdapat beberapa tahapan dalam ES, diantaranya yaitu:

- Inisialisasi

Variabel keputusan  $(x_1, \dots, x_N)$  merupakan gen string *chromosome*. Selain gen yang menyatakan variabel keputusan, parameter tambahan lain pada setiap *chromosome* ( $\rho$ ) adalah  $\sigma$ . Nilai ini menyatakan level mutasi untuk *chromosome* tersebut. Nilai ini akan ikut berubah secara adaptif sepanjang generasi. Satu kromosom dengan dua string dapat ditulis dengan  $\rho(x_1, \sigma_1)$ . Pada proses inisialisasi, populasi dibangkitkan secara *random*. Nilai  $\sigma$  dibangkitkan dalam rentang (0,1).

- Mutasi

Karena ES lebih bertumpu pada mutasi, maka untuk menghasilkan *offspring* pada ES tidak digunakan rekombinasi. Untuk menghasilkan  $\rho'$  digunakan rumus sebagai berikut:

$$x' = x + \sigma N(0,1) \quad 2.15.$$

$N(0,1)$  adalah notasi distribusi normal (distribusi Gaussian) dengan rata-rata 0 dan standar deviasi 1.

Berdasarkan Schwefel (Schwefel, 1974),  $N(0,1)$  dapat diperoleh dengan rumus sebagai berikut:

$$N(0,1) = \sqrt{-2 \ln r_1 \sin \pi r_2} \quad 2.16.$$

dimana  $r_1$  dan  $r_2$  merupakan bilangan acak pada interval (0,1).

- Seleksi

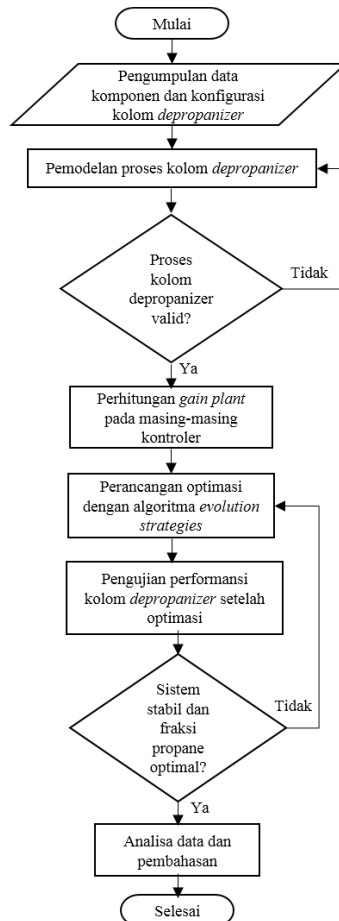
Seleksi dilakukan berdasarkan *fitness* individu,  $f(x)$ . Hanya individu terbaik dari populasi, yang dapat bertahan. Pendekatan paling umum berdasarkan *rank* individual dari *fitness function*. Jadi semakin besar nilai  $f(x)$  suatu *chromosome*, maka semakin tinggi urutan (*rank*) individual tersebut. Hal ini akan mengakibatkan peluang individu tersebut masuk dalam populasi terpilih akan semakin besar.

*Halaman ini memang dikosongkan*

### BAB III

## METODOLOGI PENELITIAN

Diagram alir penelitian tugas akhir ini digambarkan pada Gambar 3.1. dengan penjelasan masing masing langkah dijelaskan pada subbab berikut.



**Gambar 3.1.** Diagram alir penelitian

### 3.1. Pengumpulan Data Proses dan Konfigurasi Kolom *Depropanizer*

Data yang dikumpulkan meliputi data desain kolom *depropanizer* yang berisikan kondisi serta komposisi masing-masing *stream*. Data tersebut kemudian digunakan untuk simulasi sistem dengan menggunakan Aspen HYSYS. Data desain kolom *depropanizer* dapat dilihat pada Tabel 3.1. Pendekatan yang digunakan saat simulasi adalah Peng-Robinson *equation of state*.

**Tabel 3.1.** Parameter dan data aliran *feed* kolom *depropanizer*

Parameter	Nilai
Temperatur	69,12 °C
Tekanan	16,4 barg
Laju aliran massa	26916 kg/h
Nama Komponen	Komposisi
H <sub>2</sub> S	0
CO <sub>2</sub>	0,00010
Nitrogen	0
Methane	0,00004
Ethane	0,02599
<i>Propane</i>	0,57111
i-Butane	0,14582
n-Butane	0,15574
i-Pentane	0,04814
n-Pentane	0,02959
n-Hexane	0,01756
n-Heptane	0,00382
n-Octane	0,00157
n-Nonane	0,00025
n-Decane	0,00019
n-C11	0,00006
n-C12	0,00002
n-C13	0
n-C14	0
n-C15	0
n-C16	0
n-C17	0
n-C18	0
n-C19	0
Gas C11+**	0
PVT-2 C20**	0
BHS-1*	0
H <sub>2</sub> O	0

dengan rincian tipe dan ukuran desain komponen-komponen kolom *depropanizer* yang dapat dilihat pada Tabel 3.2. sampai dengan Tabel 3.6. di bawah ini.

**Tabel 3.2.** Data spesifikasi *depropanizer column*

Spesifikasi	Nilai
<i>Size</i>	2000 x 37026 mm
<i>Diameter</i>	2 m
<i>Design Press</i>	22 barg
<i>Design Temp.</i>	135 / -29 °C
<i>Number of Tray</i>	50
<i>Internal Tray Type</i>	<i>Valve</i>

**Tabel 3.3.** Data spesifikasi *depropanizer column reboiler*

Spesifikasi	Nilai	
<i>Type</i>	<i>Kettle</i>	
<i>Design Duty</i>	3321 kW	
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Design Press</i>	22 barg	25 barg
<i>Design Temp.</i>	135 / -29 °C	250 / -29 °C

**Tabel 3.4.** Data spesifikasi *depropanizer condenser*

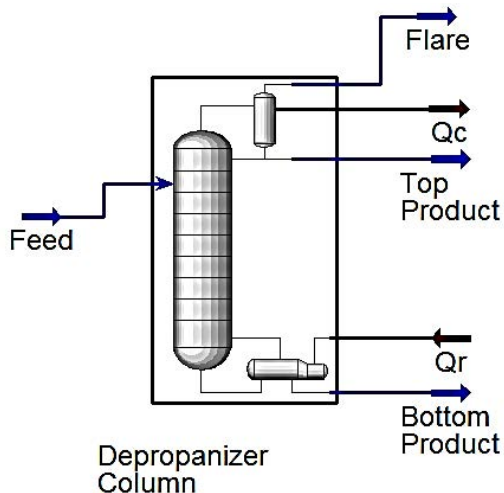
Spesifikasi	Nilai
<i>Type / Surface</i>	<i>Air Cooler / 1636 m<sup>2</sup></i>
<i>Inlet / Outlet Temp</i>	49 / 40.4 °C
<i>Design Temp.</i>	135 / -29 °C
<i>Design Press.</i>	22 barg
<i>Duty</i>	3452 kW
<i>Motor Power</i>	4 x 30 kW

**Tabel 3.5.** Data spesifikasi *depropanizer reflux drum*

Spesifikasi	Nilai
<i>Size</i>	1900 x 5200 mm
<i>Design Press</i>	22 barg
<i>Design Temp.</i>	75 / -29 °C

### 3.2. Pemodelan Proses Kolom *Depropanizer*

Data spesifikasi serta *feed* kolom *depropanizer* yang telah didapat kemudian disimulasikan untuk mendapatkan kondisi *real plant*. Dengan menggunakan Peng-Robinson *equation of state*, berikut merupakan tampilan simulasi kolom *depropanizer* saat kondisi *steady state*.

**Gambar 3.2.** Simulasi kolom *depropanizer* saat kondisi *steady state*

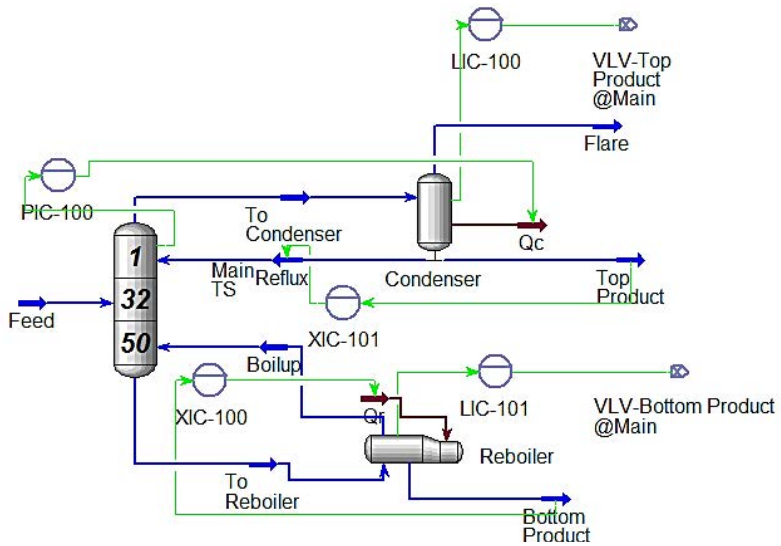
Dimana *feed* merupakan masukan kolom *depropanizer*. Sedangkan  $Q_C$  dan  $Q_R$  masing-masing merupakan *heat flow* dari kondenser dan *reboiler*. Berikut merupakan data pada masing-masing *stream* kolom *depropanizer*.

**Tabel 3.6.** Data *stream* kolom *depropanizer*

<i>Stream</i>	<i>Molar Flow Rate (kgmole/hr)</i>	<i>Fraction</i>	<i>Enthalpy (kJ/kgmole)</i>
<i>Feed</i>	525,14	0,5711	-127051,45
<i>To Condenser</i>	963,97	0,9556	-103481,56
<i>Reflux</i>	650,77	0,9556	-116248,70
<i>Top Product</i>	313,2	0,9556	-116248,70
<i>Flare</i>	0,000420	0,8987	-142419,86
<i>To Reboiler</i>	1009,56	0,00515	-142419,86
<i>Boilup</i>	797,61	0,00574	-126828,89
<i>Bottom Product</i>	211,94	0,00292	-144463,93
<i>Qreboiler</i>			12002337,13
<i>Qcondenser</i>			12307247,07

Sehingga kesetimbangan massa dan energi dari kolom dapat diperoleh dengan menggunakan rumus 2.1 sampai dengan 2.8. Setelah itu kolom *depropanizer* diubah dari kondisi *steady state* ke kondisi dinamik dengan cara dilakukan *sizing* dan pemasangan kontroler. Data untuk melakukan *sizing* pada kolom *depropanizer*, kondenser, *reflux drum* dan *reboiler* berdasarkan pada Tabel 3.2, 3.3, 3.4 dan 3.5. Setelah kondisi kolom *depropanizer* dalam keadaan dinamik kemudian dilakukan pengendalian dengan cara diberi kotroler pada proses kolom *depropanizer*. Berikut merupakan tampilan simulasi kolom *depropanizer* saat kondisi dinamik;





**Gambar 3.3** *Process flow diagram kolom depropanizer saat kondisi dinamik beserta kontrolernya*

dengan rincian kontrol yang terpasang sebagai berikut.

**Tabel 3.7.** Rincian kontrol yang terpasang pada kolom *depropanizer*

Kontroler	<i>Manipulated Variable</i>	<i>Process Variable</i>
PIC-100	<i>Top stage pressure</i>	Laju aliran panas kondenser
XIC-101	Fraksi propane pada distilat ( $X_D$ )	Laju aliran reflux
XIC-100	Fraksi propane pada bottom product ( $X_B$ )	Laju aliran steam reboiler
LIC-100	Level reflux drum	Laju aliran distilat
LIC-101	Level reboiler	Laju aliran bottom product

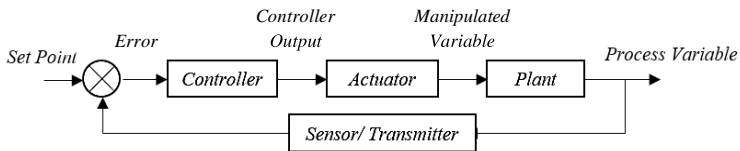
*Flow reflux* dan *steam reboiler* sebelum optimasi masing-masing sebesar 24906,11 kg/hr dan 11000000 kJ/h sedangkan nilai  $X_D$  dan  $X_B$  masing-masing sebesar 0,94925 dan 0.0150.

### 3.3. Validasi Proses Kolom Depropanizer

Validasi dari proses kolom dilakukan dengan cara melakukan perbandingan antara nilai pada masing-masing *stream* dari hasil simulasi dan nilai pada masing-masing *stream* pada data *design*. Perbandingan tersebut dapat dilihat pada lampiran A.

### 3.4. Perhitungan Gain Plant

Setelah diberi kontroler, kemudian untuk mendapatkan nilai *gain*, pada kontroler *reflux* dan *steam reboiler* diberi sinyal step berupa bukaan tambahan sebanyak 1% dari bukaan awalnya. Nilai *gain* didapat dengan melihat hasil respon sistem sampai respon stabil dan mencapai *set point*. Berikut merupakan blok diagram untuk kontrol tertutup.

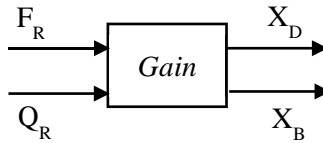


**Gambar 3.4.** Blok diagram kontrol tertutup

Nilai *gain* yang dimasukkan pada algoritma ES di penelitian ini merupakan nilai *gain plant*. Seperti yang dapat dilihat pada Gambar 3.4. di atas, nilai *gain plant* dapat diperoleh dengan menggunakan rumus di bawah ini:

$$Gain_{plant} = \frac{\Delta Process Variable}{\Delta Manipulated Variable} \quad 3.1.$$

dimana pada penelitian ini *process variable* merupakan nilai  $X_D$  dan  $X_B$  sedangkan *manipulated variable* merupakan nilai *flow reflux* dan *steam reboiler*. Berikut adalah diagram blok *plant multi input multi output (MIMO) plant*.



**Gambar 3.5.** Blok diagram *plant* MIMO

### 3.5. Perancangan Optimasi dengan Algoritma ES

Nilai *gain plant* yang telah diperoleh dari respon sistem digunakan untuk optimasi dengan algoritma ES. Pada ES terdapat *objective function* yang merupakan nilai yang harus dimaksimalkan maupun diminimalkan. Pada penelitian ini, nilai *objective function* berupa jumlah *error*  $X_D$  dan  $X_B$  harus diminimalkan dengan nilai fraksi yang berupa nilai persen. Nilai *error*  $X_D$  dan  $X_B$  dapat diperoleh dari rumus di bawah ini:

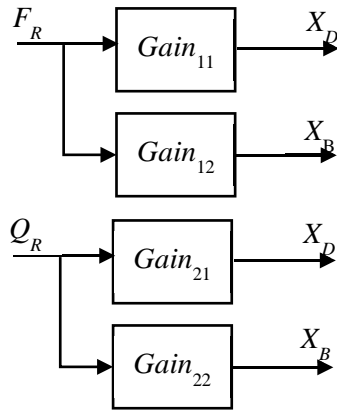
$$\Delta X_{TARGET} - \Delta X_{ACTUAL} = \text{error } X \quad 3.2.$$

dengan

$$\Delta X_{TARGET} = X_{\text{yang diinginkan}} - X_{\text{awal}} \quad 3.3.$$

$$\Delta X_{ACTUAL} = X_{\text{hasil optimasi}} - X_{\text{awal}} \quad 3.4.$$

Seperti yang dapat dilihat pada Gambar 3.4. di bawah, nilai  $X_D$  dan  $X_B$  *actual* dapat diperoleh dari perkalian antara nilai *gain plant* dan nilai *manipulated variable*. Maka dari itu dibutuhkan *gain plant* untuk mendapatkan nilai *flow reflux* dan *steam reboiler* yang baru. Dengan nilai  $F_R$  dan  $Q_R$  merupakan hasil optimasi dari ES. Sedangkan *constraints* (batasan) pada optimasi ini yaitu laju aliran *reflux* yang tidak boleh lebih dari 10000 kg/hr dan *steam reboiler* yang tidak boleh lebih dari 30000 kJmole/hr. Nilai batasan ini ditentukan agar nilai iterasi dari ES tidak lebih dari batasan yang telah ditentukan. Karena hasil dari algoritma berupa nilai delta, maka hasil dari algoritma kemudian dikurang maupun ditambah dengan nilai awal laju aliran *reflux* dan *steam reboiler*.



**Gambar 3.6.** Blok diagram *gain plant* kolom *depropanizer*

### 3.6. Pengujian Performansi Kolom *Depropanizer* Setelah Optimasi

Setelah didapatkan nilai dari ES, kemudian dilakukan uji performansi kolom *depropanizer*. Untuk melakukan pengujian performansi, kontroler  $X_D$  dan  $X_B$  diganti dengan kontroler laju aliran *reflux* dan *steam reboiler*. Karena hasil ES merupakan nilai delta, maka *set point* pada kedua kontroler tersebut merupakan nilai *set point* laju aliran *reflux* dan *steam reboiler* awal dan ditambahkan maupun dikurangi oleh nilai yang telah diperoleh ES kemudian diaplikasikan ke simulasi proses kolom *depropanizer* dan dilihat hasil paling baik dari dua kemungkinan tersebut. Apabila hasil yang didapat oleh ES belum optimal, maka dilakukan perancangan ulang guna menemukan hasil *set point* yang menghasilkan fraksi paling optimal.

*Halaman ini memang dikosongkan*

## BAB IV

### HASIL DAN PEMBAHASAN

#### 4.1. Pemodelan dan Validasi Proses Kolom *Depropanizer*

Hasil perhitungan *mass energy balance* yang dapat dilihat pada Tabel 4.1 di bawah menunjukkan bahwa *error* dari simulasi sangat kecil. *Error* dari masing-masing kesetimbangan seluruhnya dibawah 1%. Hal ini mengindikasikan bahwa model dari kolom *depropanizer* telah benar.

**Tabel 4.1.** Kesetimbangan massa energi kolom *depropanizer* dan komponennya.

Kesetimbangan		Kolom	Kondenser	<i>Reboiler</i>
<i>Mass Balance</i>	<i>Input</i>	525,1	964	1009,6
	<i>Output</i>	525,1	964	1009,6
	<i>Error</i>	0	0	0
	<i>%Error</i>	0	0	0
<i>Component Balance</i>	<i>Input</i>	299,9	921,2	5,2
	<i>Output</i>	299,9	921,2	5,2
	<i>Error</i>	0	0	0
	<i>%Error</i>	0	0	0
<i>Heat Balance</i>	<i>Input</i>	-66720629	-99753123,7	-131779054,5
	<i>Output</i>	-67026837,7	-99753069,2	-131777678
	<i>Error</i>	-306208,8	54,6	1376,5
	<i>%Error</i>	0,5	0	0

Setelah perhitungan *mass energy balance* dilakukan, kemudian proses dari kolom di validasi. Seperti yang dapat dilihat pada lampiran A, *error* untuk nilai temperatur, tekanan dan laju aliran massa pada masing-masing aliran kolom distilasi dibawah 1%. Nilai *error* yang cukup kecil ini mengindikasikan bahwa model dari kolom *depropanizer* terbilang valid.

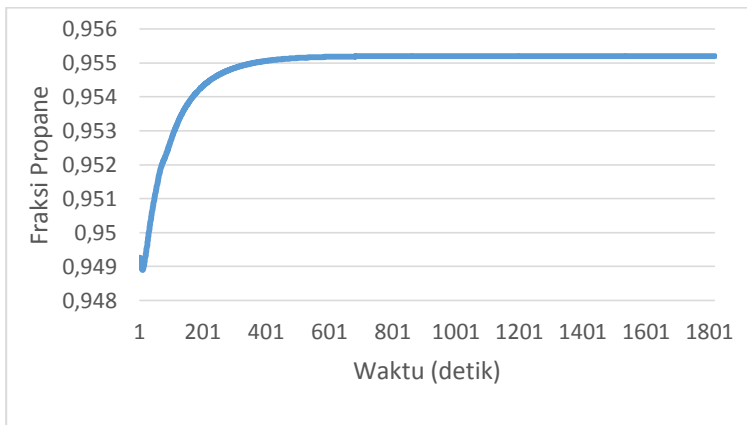
#### 4.2. Perhitungan *Gain Plant*

Saat *manipulated variables* ( $F_R$  dan  $Q_R$ ) diberi bukaan tambahan sebesar 1% sebagai sinyal step, maka nilai variabel  $X_D$ ,  $X_B$ ,  $F_R$  dan  $Q_R$  berubah menjadi sebagai berikut:

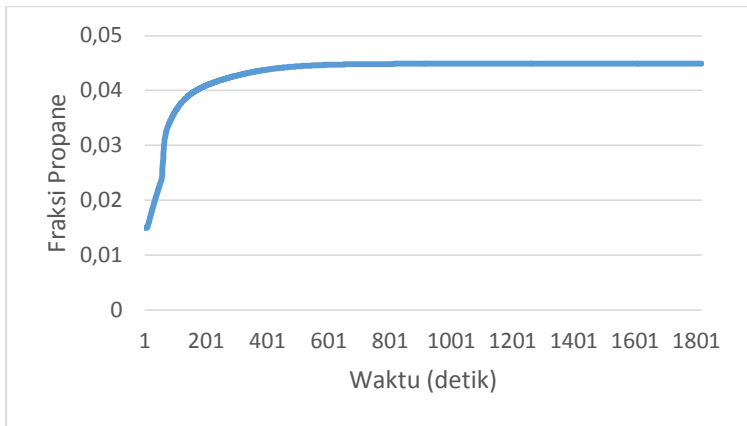
**Tabel 4.2.** Pengaruh perubahan  $F_R$  dan  $Q_R$  terhadap variabel.

Variabel	Perubahan pada $F_R$	Perubahan pada $Q_R$
$X_{D(awal)}$	0,94925	0,94925
$X_{D(akhir)}$	0,95520	0,87614
$X_{B(awal)}$	0,01500	0,01500
$X_{B(akhir)}$	0,04488	0,00059
$F_{R(awal)}$	24906,1 kg/hr	24906,1 kg/hr
$F_{r(akhir)}$	25557 kg/hr	24906,1 kg/hr
$Q_{r(awal)}$	11000000 kJ/hr	11000000 kJ/hr
$Q_{r(akhir)}$	11000000 kJ/hr	12000000 kJ/hr

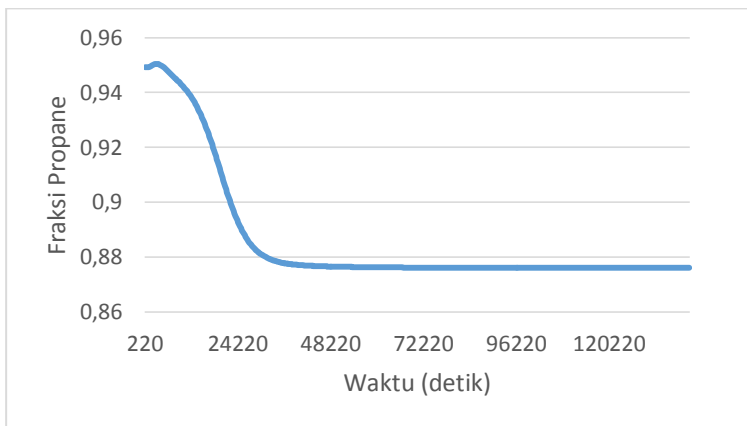
Gambar 4.1 hingga Gambar 4.4 di bawah ini merupakan grafik respon sistem kolom distilasi saat sinyal step diberikan pada *manipulated variables*.



**Gambar 4.1.** Respon *top product* saat *flow reflux* ditambah 1%

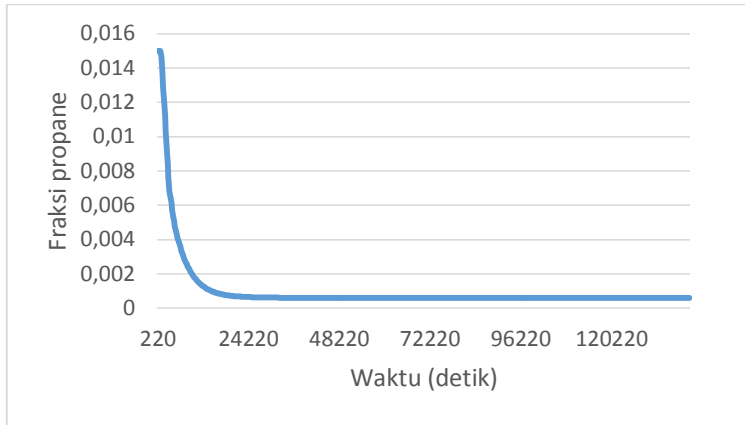


**Gambar 4.2.** Respon *bottom product* saat *flow reflux* ditambah 1%



**Gambar 4.3.** Respon *top product* saat *steam reboiler* ditambah 1%





**Gambar 4.4.** Respon *bottom product* saat *steam reboiler* ditambah 1%

Dari Tabel 4.2 dapat diperoleh *gain plant* sebagai berikut:

$$G_{11} = \frac{0,95520 - 0,94925}{25557 - 24906,1} = 0,00000915$$

$$G_{12} = \frac{0,04488 - 0,01500}{25557 - 24906,1} = 0,0000459$$

$$G_{21} = \frac{0,87614 - 0,94925}{12000000 - 11000000} = -0,0000000732$$

$$G_{22} = \frac{0,00059 - 0,01500}{12000000 - 11000000} = -0,80000000144$$

Seperti yang dapat dilihat pada Gambar 4.1, grafik menunjukkan kenaikan fraksi *propane* pada *top product* hingga mencapai angka 0,9552 yang seiring dengan kenaikan laju aliran *reflux*. Hal ini sesuai dengan teori dimana semakin besar laju aliran *reflux* maka semakin banyak fluida yang dimurnikan sehingga fraksi mengalami kenaikan pada *top product*. Begitu juga pada Gambar 4.2 yang menunjukkan kenaikan fraksi *propane* pada *bottom product*. Fraksi pada *bottom product* mengalami kenaikan ini diakibatkan pasokan panas pada *reboiler* tidak cukup panas hingga fraksi *propane* pada *bottom product* semakin naik dan mencapai nilai sebesar 0,04488.

Sedangkan grafik pada Gambar 4.3 dan 4.4 sama-sama menunjukkan bahwa nilai fraksi *propane* yang menurun baik pada *top product* dan *bottom product*. Hal ini dikarenakan saat sinyal step diberikan pada kontroler  $X_B$  yang berarti bukaan pada *control valve steam reboiler* ditambah 1%, maka banyaknya pasokan panas pada *reboiler* juga semakin banyak. Padahal fluida dari kolom distilasi dan juga *reflux* yang kembali juga tetap sehingga mengakibatkan panas berlebih pada fluida. Panas berlebih ini akan berakibat fraksi yang lebih berat dari *propane* akan ikut menguap dan menjadi distilat sehingga berujung pada turunnya nilai fraksi *propane* pada *top product* maupun pada *bottom product* yang masing-masing mencapai 0,87615 dan 0,00059.

#### 4.2. Perancangan dan Pengujian Optimasi

Nilai *gain plant* yang telah diperoleh kemudian menjadi *parents* pada algoritma ES. Berikut merupakan hasil yang diperoleh dari iterasi ES:

$$\Delta F_r = 876,06 \text{ kg/hr}$$

$$\Delta Q_s = 23128,19 \text{ kJ/hr}$$

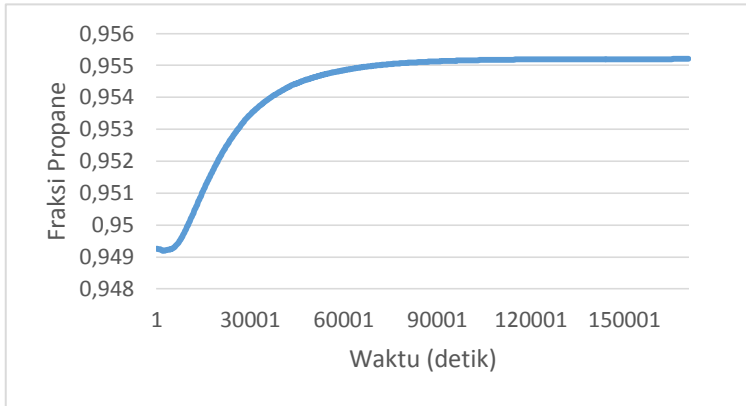
dengan nilai  $X_D$  target dan  $X_B$  target masing-masing sebesar 0,95 dan 0,05. Sedangkan rincian hasil simulasi proses kolom *depropanizer* paling baik dapat dilihat pada tabel dan grafik di bawah ini.

**Tabel 4.3.** Perbandingan nilai sebelum dan sesudah optimasi

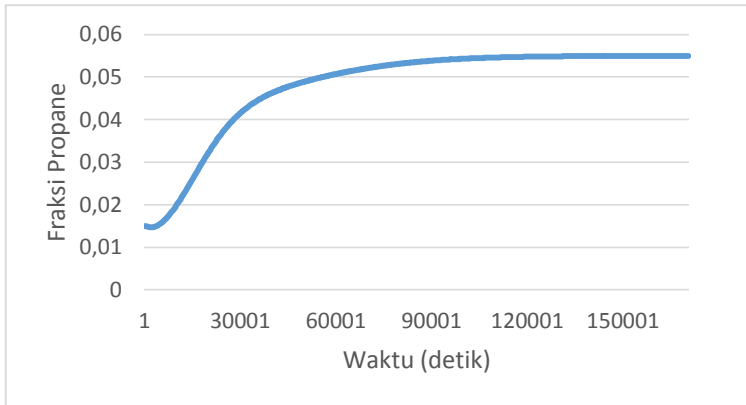
Parameter	Sebelum Optimasi	Sesudah Optimasi
$X_D$	0,94925	0,95520
$X_B$	0,01500	0,05500
Laju aliran <i>reflux</i>	24906,1 kg/hr	25782,17 kg/hr
<i>Steam reboiler</i>	10952596,95 kJ/h	10975725,14 kJ/hr

Dari Tabel 4.2 di atas dapat dilihat bahwa fraksi *propane* naik hingga mencapai nilai 0,95520. Hal ini menunjukkan bahwa ES berhasil melakukan optimasi dengan menemukan nilai delta laju aliran *reflux* dan *steam reboiler* yang optimal sehingga fraksi dapat naik sampai mencapai nilai 0,95520. Fraksi *propane* yang optimal tersebut didapat dengan menambahkan nilai yang

dihasilkan oleh ES dengan laju aliran awal *reflux* dan *steam reboiler*. Berikut merupakan grafik perubahan  $X_D$  dan  $X_B$  saat dilakukan uji optimasi.



**Gambar 4.5.** Perubahan nilai  $X_D$  setelah dilakukan optimasi



**Gambar 4.6.** Perubahan nilai  $X_B$  setelah dilakukan optimasi

Dari Gambar 4.5 dapat dilihat bahwa fraksi  $X_D$  mengalami kenaikan terus menerus hingga mencapai nilai 0,9552. Seiring dengan naiknya nilai  $X_D$ , nilai  $X_B$  juga mengalami kenaikan fraksi yang ditunjukkan pada Gambar 4.6. Namun walau kenaikan nilai

$X_B$  cukup signifikan, hal ini masih dapat ditoleransi dikarenakan nilai  $X_D$  sebesar 0,95520 sehingga nilai  $X_B$  harus kurang dari atau sama dengan 0,05000. Nilai fraksi yang lebih tinggi setelah dioptimasi menunjukkan bahwa ES berhasil menemukan nilai *set point* untuk laju aliran *reflux* dan *steam reboiler* yang optimal sehingga fraksi *propane* dapat mencapai nilai 0,95520. Hal ini juga membuktikan teori yang menyatakan bahwa semakin banyak laju aliran *reflux* dengan perubahan nilai *steam reboiler* yang tepat, maka semakin murni pula nilai fraksi pada *top product*. Nilai fraksi optimum *top product* yang hanya sebesar 0,95520 diakibatkan kolom yang kurang tinggi. Sehingga apabila ingin kualitas produk yang lebih optimal dengan fraksi *propane* pada *top product* yang melebihi 0,95520 maka dapat dilakukan retrofit. Namun hal ini akan mengakibatkan biaya yang berlebih karena merubah desain awal sistem.

*Halaman ini memang dikosongkan*

## LAMPIRAN

### Lampiran A. Hasil Validasi Data Proses

**Tabel A.1.** Validasi data aliran *feed*

Parameter	Data <i>Design</i>	Data Simulasi	Error (%)
Temperatur	69,12 °C	69,12 °C	0
Tekanan	16,4 barg	16,4 barg	0
Laju aliran massa	26916 kg/h	26,916 kg/h	0
Nama Komponen	Komposisi		
H <sub>2</sub> S	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0,00010	0,00010	0
Nitrogen	0	0	0
Methane	0,00004	0,00004	0
Ethane	0,02599	0,02599	0
<i>Propane</i>	0,57111	0,57111	0
i-Butane	0,14582	0,14582	0
n-Butane	0,15574	0,15574	0
i-Pentane	0,04814	0,04814	0
n-Pentane	0,02959	0,02959	0
n-Hexane	0,01756	0,01756	0
n-Heptane	0,00382	0,00382	0
n-Octane	0,00157	0,00157	0
n-Nonane	0,00025	0,00025	0
n-Decane	0,00019	0,00019	0
n-C11	0,00006	0,00006	0
n-C12	0,00002	0,00002	0
n-C13	0	0	0
n-C14	0	0	0
n-C15	0	0	0
n-C16	0	0	0
n-C17	0	0	0
n-C18	0	0	0
n-C19	0	0	0
Gas C11+**	0	0	0
PVT-2 C20**	0	0	0
BHS-1 *	0	0	0
H <sub>2</sub> O	0	0	0

**Tabel A.2.** Validasi data aliran *top product*

Parameter	Data <i>Design</i>	Data Simulasi	Error (%)
Temperatur	45,89 °C	46,21 °C	0,58
Tekanan	16,2 barg	16,2 barg	0
Laju aliran massa	13,390 kg/h	13,390 kg/h	0
Nama Komponen	Komposisi		
H <sub>2</sub> S	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0,20000	0,20000	0
Nitrogen	0	0	0
Methane	0,00010	0,00010	0
Ethane	0,04260	0,04260	0
<i>Propane</i>	0,94925	0,94925	0
i-Butane	0,00790	0,00790	0
n-Butane	0	0	0
i-Pentane	0	0	0
n-Pentane	0	0	0
n-Hexane	0	0	0
n-Heptane	0	0	0
n-Octane	0	0	0
n-Nonane	0	0	0
n-Decane	0	0	0
n-C11	0	0	0
n-C12	0	0	0
n-C13	0	0	0
n-C14	0	0	0
n-C15	0	0	0
n-C16	0	0	0
n-C17	0	0	0
n-C18	0	0	0
n-C19	0	0	0
Gas C11+**	0	0	0
PVT-2 C20**	0	0	0
BHS-1*	0	0	0
H <sub>2</sub> O	0	0	0

**Tabel A.3.** Validasi data aliran *bottom product*

Parameter	Data <i>Design</i>	Data Simulasi	Error (%)
Temperatur	110,44 °C	110,6 °C	0,13
Tekanan	16,4 barg	16,4 barg	0,
Laju aliran massa	13294 kg/h	13274,3 kg/h	0,15
Nama Komponen	Komposisi		
H <sub>2</sub> S	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0
Nitrogen	0	0	0
Methane	0	0	0
Ethane	0	0	0
<i>Propane</i>	0,00290	0,00290	0
i-Butane	0,36050	0,36050	0
n-Butane	0,38590	0,38590	0
i-Pentane	0,11930	0,11930	0
n-Pentane	0,07330	0,07330	0
n-Hexane	0,04350	0,04350	0
n-Heptane	0,00950	0,00950	0
n-Octane	0,00390	0,00390	0
n-Nonane	0,00060	0,00060	0
n-Decane	0,00050	0,00050	0
n-C11	0,00010	0,00010	0
n-C12	0,00004	0,00004	0
n-C13	0	0	0
n-C14	0	0	0
n-C15	0	0	0
n-C16	0	0	0
n-C17	0	0	0
n-C18	0	0	0
n-C19	0	0	0
Gas C11+**	0	0	0
PVT-2 C20**	0	0	0
BHS-1 *	0	0	0
H <sub>2</sub> O	0	0	0



## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1. Kesimpulan**

Berdasarkan hasil simulasi analisis data yang telah dilakukan, kesimpulan dari tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

- Dari hasil pemodelan dan validasi yang telah dilakukan, dapat disimpulkan bahwa pemodelan telah valid dan dapat mewakili *real plant*.
- Perubahan nilai *set point* laju aliran *reflux* dan *steam reboiler* yang menghasilkan nilai fraksi *propane* pada *top product* 0,95520 dan *bottom product* 0,05500 masing-masing yaitu sebesar 25782,17 kg/h dan 10975725.14 kJ/hr.
- Fraksi dari  $X_D$  dan  $X_B$  sangat dipengaruhi oleh nilai laju aliran *reflux* dan *steam reboiler* sehingga apabila perbedaan sedikit saja dari *set point* laju aliran *reflux* dan *steam reboiler* akan mengakibatkan penurunan maupun kenaikan pada fraksi. Maka dari itu dibutuhkan optimasi dalam penentuan kedua *set point* tersebut.
- Fraksi *top product* tidak dapat lebih dari 0,95520 dikarenakan kolom yang kurang tinggi. Selain itu juga dapat dilakukan *retrofit* untuk mendapatkan hasil yang lebih optimal.

#### **5.2. Saran**

Disarankan untuk penelitian berikutnya guna memaksimalkan optimasi kolom *depropanizer*, dilakukan proses *recycle* atau pemurnian ulang pada *bottom product* dikarenakan nilai fraksi *propane* pada *bottom product* masih terbilang tinggi.

*Halaman ini memang dikosongkan*

## DAFTAR PUSTAKA

- Biyanto, T. R. (2007). Algoritma Genetika untuk Mengoptimasi Konsumsi Energi pada Proses Kolom Distilasi Metanol-Air. *Jurnal Teknik Elektro Volume 7, No. 1*.
- Biyanto, T. R., Widjiantoro, B. L., Jabal, A. A., & Budiati, T. (2010). Artificial Neural Network Based Modeling and Controlling Of Distillation Column System. *International Journal of Engineering, Science and Technology Vol. 2, No. 6*, 177-188.
- Enweremadu, C. (2012). *Energy Conservation in Ethanol-Water Distillation Column with Vapour Recompression Heat Pump, Distillation-Advances from Modelling to Applications*. South Africa: Intech.
- Fogel, D. B. (1995). *Evolutionary Computation: Toward a New Philosophy of Machine Intelligence*. New Jersey: Wiley-IEEE Press.
- Holland, J. H. (1992). *Adaption in Natural and Artificial Systems: An Introductory Analysis with Applications to Biology, Control and Artificial Intelligense*. Cambridge: MIT Press.
- Jaya, A., & Kolmetz, K. (2013). *LPG Unit (Engineering Design Guideline)*. Johor Bahru: KLM Technology Group.
- Kramer, O. (2014). *A Brief Introduction to Continuous Evolutionary Optimization*. SpringBriefs in Computational Intelligence.
- Kramer, O., Ciaurri, D. E., & Koziel, S. (2011). Derivative-free optimization, in Computational Optimization and Application in Engineering and Industry, Studies in Computational Intelligence. *Springer*, 61-83.

- Mahmudy, W. F. (2013). Evolution Strategies (ES). In *Algoritma Evolusi* (pp. 73-83). Malang: Universitas Brawijaya.
- Patil, S., & Desai, V. (2009). Optimisation of Distillation Column and Energy Reduction. *Hydrocarbon Asia*, 32-33.
- Peng, D.-Y., & Robinson, D. B. (1976). A New Two-Constant Equation of State. *Ind. Eng. Chem. Fundamen.*, 59-64.
- Rechenberg, I. (1994). *Evolutionsstrategie'94*. Stuttgart: Fromman-Holzboog.
- Robbins, L. (2011). *Distillation Control, Optimization, and Tuning Fundamental and Strategies*. Taylor & Francis Group.
- Runarsson, T. P. (2000). *Evolutionary Problem Solving*. Reykjavik: University of Iceland.
- RWTUV. (2005). *Distillation: Principles, Control & Troubleshooting*. Dubai.
- Schwefel, H.-P. (1974). *Adaptive Mechanismen in der biologischen Evolution und ihr Einfluss auf die Evolutionsgeschwindigkeit*. Berlin: Technical University of Berlin.
- Ulrich, J. (2002). *Operation and Control of Distillation Column Sequences*. Zurich: Swiss Federal Institute of Technology.

## BIODATA PENULIS



**MOUDY AZURA VIANDA** merupakan nama lengkap penulis. Penulis dilahirkan di kota Gresik, Jawa Timur pada tanggal 22 Maret 1994 sebagai anak pertama dari dua bersaudara pasangan Ahmad Alfian Rusdi dan Helda Maretha Yasmien. Riwayat pendidikan penulis adalah SD Negeri Sidokumpul II Gresik (2000-2006), SMP Negeri 1 Gresik (2006-2009), SMA Negeri 1 Gresik (2009-2012). Penulis diterima sebagai mahasiswa S1 Teknik Fisika ITS pada tahun 2012, kemudian fokus pada bidang minat rekayasa instrumentasi dan kontrol untuk menyelesaikan tugas akhirnya. Penulis dapat dihubungi melalui email: [moudyazura@ymail.com](mailto:moudyazura@ymail.com).